

①⑨ RÉPUBLIQUE FRANÇAISE
INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE
PARIS

①⑪ N° de publication :
(à n'utiliser que pour les
commandes de reproduction)

2 841 798

②① N° d'enregistrement national : **02 08343**

⑤① Int Cl⁷ : B 01 J 31/02, B 01 J 31/28, 31/34, 27/19, 27/185, 37/02, 37/20, 38/50, C 10 G 45/04

①②

DEMANDE DE BREVET D'INVENTION

A1

②② Date de dépôt : 03.07.02.

③⑦ Priorité :

④③ Date de mise à la disposition du public de la demande : 09.01.04 Bulletin 04/02.

⑤⑥ Liste des documents cités dans le rapport de recherche préliminaire : *Se reporter à la fin du présent fascicule*

⑥⑦ Références à d'autres documents nationaux apparentés :

⑦① Demandeur(s) : INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE
— FR.

⑦② Inventeur(s) : DIEHL FABRICE, BOUCHY
CHRISTOPHE, CSERI TIVADAR et KASZTELAN SLAVIK.

⑦③ Titulaire(s) :

⑦④ Mandataire(s) :

⑤④ CATALYSEUR D'HYDROTRAITEMENT CONTENANT UN COMPOSE ORGANIQUE AZOTE ET SON UTILISATION.

⑤⑦ Un catalyseur d'hydrotraitement contenant au moins un élément du groupe VIB et/ou du groupe VIII de la classification périodique et éventuellement du phosphore et/ou du silicium, additivé par un composé organique contenant au moins un atome d'azote est utilisé pour la transformation des coupes hydrocarbonées, en particulier l'hydrodésulfuration, l'hydrodésazotation, l'hydrodémétallation, l'hydrogénation de diverses coupes pétrolières, telles que des résidus, des distillats sous vide, des gazoles et des essences, et l'hydroconversion des distillats sous vide.

FR 2 841 798 - A1



L'invention concerne le domaine des hydrotraitements.

Elle a principalement pour objet un catalyseur utilisable dans des procédés d'hydrotraitement, notamment dans les procédés d'hydrodésulfuration, d'hydrodésazotation, d'hydrodémétallation, d'hydrogénation et d'hydroconversion de coupes pétrolières.

5 Elle a également pour objet la préparation d'un tel catalyseur.

Habituellement, un catalyseur d'hydrotraitement de coupes hydrocarbonées a pour but d'éliminer les composés soufrés ou azotés contenus dans celles-ci afin de mettre par exemple un produit pétrolier aux spécifications requises (teneur en soufre, teneur en aromatiques etc..) pour une application donnée (carburant automobile, essence ou gazole, fioul domestique, carburéacteur). Il peut également s'agir de pré-traiter cette charge afin d'en éliminer les impuretés avant de lui faire subir différents procédés de transformation pour en modifier les propriétés physico-chimiques (reformage, hydrocraquage de distillats sous vide, hydroconversion de résidus atmosphériques ou sous-vide). La composition et l'utilisation des catalyseurs d'hydrotraitement sont particulièrement bien décrits dans 10 l'article de B. S Clausen, H. T. Topsøe, et F.E. Massoth, issu de l'ouvrage Catalysis Science and Technology, volume 11 (1996), Springer-Verlag.

Le durcissement des normes de pollution automobile à l'horizon 2005 dans la communauté européenne (Off. J. Eur. Comm., L 350, 28 décembre 1998, page 58) va contraindre les raffineurs à réduire très fortement la teneur en soufre dans les gazoles et les essences (au maximum 50 parties par million poids (ppm) de soufre dans les gazoles au 1^{er} 20 janvier 2005, contre 350 ppm au 1^{er} janvier 2000). Ces contraintes vont se traduire par un besoin de nouvelles unités de raffinage ou bien par une forte augmentation de l'activité à iso-volume des catalyseurs d'hydrotraitement. Un moyen efficace pour augmenter l'activité des catalyseurs est d'augmenter la quantité de phase active (habituellement du sulfure de molybdène (ou de tungstène) promu par du nickel ou du cobalt et supporté sur un support poreux de type alumine, silice, silice-alumine, etc.). Toutefois, la quantité maximale de phase active qui peut être déposée (habituellement par imprégnation à sec) est limitée par les propriétés texturales du support et en particulier sa surface spécifique et son volume poreux. Une autre solution, plus récemment évoquée dans la littérature, est l'adjonction au 25 catalyseur d'additifs organiques qui permettrait d'améliorer son activité. C'est le cas par exemple de la demande internationale WO-A-96/41848 de la société Sumitomo Metal Mining, dans laquelle un catalyseur d'hydrotraitement est imprégné par une solution contenant un polyol constitué par une chaîne carbonée de longueur allant de 2 à 10 atomes de carbone. L'utilisation d'un tel catalyseur « additivé » augmenterait l'activité du 30

catalyseur en hydrodésulfuration des gazoles de distillation directe en une proportion allant jusqu'à + 108 % par rapport au catalyseur non-additivé. Dans la demande de brevet EP-A-0 601 722 de la société Sumitomo Metal Mining, le déposant constate une augmentation substantielle d'activité lorsque l'additif est incorporé dans la solution d'imprégnation à sec.

5 L'additif est, dans ce cas également, constitué par un polyol ou un polysaccharide muni d'une chaîne carbonée de 2 à 10 atomes de carbone ainsi que par leurs dérivés étherés.

L'inconvénient de ces modes de préparation est l'utilisation par exemple d'éthers de glycols dont la toxicité sur l'homme est aujourd'hui démontrée. Par ailleurs, les composés de type polyols (par exemple polyéthylène glycol, saccharose en solution)

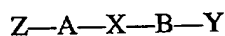
10 possèdent des viscosités qui peuvent être élevées et se révéler incompatibles avec une imprégnation à sec, étant entendu que dans un tel procédé de préparation, il est essentiel que la solution d'imprégnation puisse facilement diffuser dans la porosité du support préformé, en particulier lorsqu'il s'agit de billes ou d'extrudés. Enfin, lors de la décomposition de ces composés sous atmosphère de sulfuration en présence d'hydrogène et

15 d'hydrogène sulfuré à haute température et éventuellement sous pression, la formation de coke issu d'une décomposition incomplète du polyol peut être responsable d'une désactivation par empoisonnement (cokage) des sites actifs. Une perte d'activité est alors très dommageable pour la compétitivité d'un tel procédé dans la mesure où les spécifications, par exemple sur la teneur en soufre maximale, deviennent de plus en plus

20 sévères, ce qui entraîne des contraintes élevées en terme de conditions opératoires.

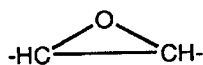
L'invention propose un nouveau catalyseur d'hydrotraitement contenant au moins un élément du groupe VIB et/ou du groupe VIII de la classification périodique et éventuellement du phosphore et/ou du silicium et additivé par un composé organique contenant au moins un atome d'azote.

25 Celui-ci est choisi d'une manière générale parmi les composés répondant à la formule semi-développée :



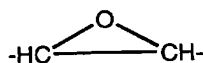
dans laquelle :

- X = -CH₂-, -NH-, -NR-, -O-, avec R = -H, alkyle ou alkényle (par exemple allyle) ;
- 30 - Z = -CH₃, -OCH₃, -NH₂, -NR₁R₂, -Si(O-CH₃)₃, -OH avec R₁ et R₂ = -H, alkyle ou alkényle ;
- Y = -CH₃, -OCH₃, -NH₂, -NR₃R₄, -Si(O-CH₃)₃, -OH avec R₃ et R₄ = -H, alkyle ou alkényle ;
- 35 - A = -, -O-, -NH-, -(CH₂)_t- avec t = 1 à 11, -C_nH_{2n-2} avec n = 1 à 11, ou encore



et

- B = -O-, -NH-, $-(CH_2)_t-$ avec $t = 1$ à 11 , $-C_nH_{2n-2}$ avec $n = 1$ à 11 , ou encore



5 Il est essentiel dans la présente invention que l'additif organique possède au moins un atome d'azote. Les composés correspondant à la formule semi-développée générale ci-dessus peuvent être choisis parmi les composés suivants, sans que cela limite la portée de l'invention :

- 10 - des composés contenant au moins une fonction amine primaire, secondaire et/ou tertiaire, tels que l'hexaméthylènediamine, la monoéthanolamine, la diéthanolamine, la triéthanolamine et la N,N-diméthyl-N'-éthyléthylènediamine ;
- des amino-alcools, tels que le 2(2-amino éthyl amino) éthanol, le 2(2-amino éthoxy) éthanol, le 2-amino-1-butanol, le 4-amino-1-butanol, le 2,2-diéthoxyéthylamine, le 4,4-diéthoxybutylamine, le 6-amino-1-hexanol, le 2-amino-1,3-propanediol, le 3-amino-1,2-propanediol, le 3-amino-1-propanol ; et
- 15 - des amino alcoxy-silanes, tels que le (3-glycidoxypropyl)triméthoxy silane, le 3-(2-aminoéthylamino) propyltriméthoxysilane et le (3-aminopropyl)triméthoxysilane.

20 Dans les catalyseurs de l'invention, la quantité du composé organique tel que défini ci-dessus peut aller de 0,05 à 2,5 moles par mole, de préférence de 0,1 à 1 mole par mole, de métal du groupe VIB et/ou VIII déposé sur le support.

25 Le procédé de préparation du catalyseur de la présente invention va être décrit dans la suite. Schématiquement, il consiste en le dépôt d'au moins un métal des groupes VIB et VIII de la classification périodique sur un support poreux à base d'alumine ou de silice-alumine et l'imprégnation dudit support par un composé organique.

Le catalyseur de la présente invention peut être préparé pour une grande part par toutes les méthodes bien connues de l'homme du métier.

30 La matrice généralement utilisée est à base d'alumine (en général au moins 40 % en poids d'alumine), et de préférence essentiellement constituée d'alumine ou de silice-alumine.

Les éléments hydro-déshydrogénants (des groupes VIB et/ou VIII de la classification périodique) peuvent être introduits au moins en partie lors du mélange qui sert à la mise en forme de la matrice ou bien encore et de préférence après cette mise en forme.

5 La mise en forme est suivie d'une étape de calcination, qui se termine entre 250 et 650 °C. Une des méthodes préférées dans la présente invention consiste à malaxer le gel humide d'alumine (oxyhydroxyde d'aluminium hydraté), puis à passer la pâte ainsi obtenue à travers une filière pour former des extrudés de diamètre compris de préférence entre 0,4 et 4 mm.

10 Le catalyseur renferme en outre une fonction hydrogénante. La fonction hydro-deshydrogénante est assurée par le métal du groupe VIB de la classification périodique, le molybdène et/ou le tungstène et/ou également par le métal du groupe VIII, le cobalt et/ou le nickel. Elle peut être introduite dans le catalyseur à divers niveaux de la préparation et de diverses manières. Dans le cas où une activité importante en hydrodésulfuration est souhaitée, les métaux de la fonction hydro-deshydrogénante consistent en l'association de
15 cobalt et de molybdène ; si une forte activité en hydrodésazotation est voulue, une association du nickel avec le molybdène ou le tungstène sera préférée. Elle peut être introduite en partie seulement ou en totalité au moment du malaxage avec le gel d'oxyde choisi comme matrice, le reste de l'(des) élément(s) hydrogénant(s) étant alors introduit après malaxage, et plus généralement après calcination du support préformé.

20 De façon préférée, le métal du groupe VIB est introduit en même temps ou juste après le métal du groupe VIII, quel que soit le mode d'introduction. Elle peut être effectuée de préférence par une ou plusieurs opérations d'échange ionique sur le support calciné ou de façon encore plus préférée par imprégnation à sec du support, à l'aide de solutions contenant les sels précurseurs des métaux.

25 Elle peut être effectuée par une ou plusieurs opérations d'imprégnation du support mis en forme et calciné, par une solution du (ou des) précurseur(s) de l'oxyde du métal du groupe VIII lorsque le (ou les) précurseur(s) des oxydes du métal du groupe VIB a (ont) été préalablement introduit(s) au moment du malaxage du support.

30 Dans le cas où les éléments sont introduits en plusieurs imprégnations des sels précurseurs correspondants, une étape de calcination intermédiaire du catalyseur est en général effectuée, à une température comprise entre 250 et 500 °C. Des promoteurs d'activité du catalyseur tels que le phosphore ou le silicium peuvent également être présents. Ainsi, le phosphore ou le silicium est introduit à n'importe quel moment de la préparation. Il peut être introduit seul ou en mélange avec le métal ou les métaux du groupe

VIB et/ou du groupe VIII. Il peut par exemple être introduit juste avant ou juste après la peptisation de l'oxyhydroxyde d'aluminium (boehmite) précurseur de l'alumine. Il peut aussi, par exemple, être introduit sur l'extrudé d'alumine avec ou sans calcination intermédiaire. Il peut aussi être introduit en mélange avec le métal du groupe VIB ou le métal du groupe VIII, en totalité ou en partie sur l'alumine sous forme extrudée avec ou sans calcination intermédiaire. Il peut aussi être introduit seul en dernier. Notons enfin que cette liste n'est qu'indicative, puisqu'un grand nombre de variantes peuvent être mises en œuvre.

Comme indiqué précédemment, le procédé de préparation relatif à cette invention inclut une phase d'activation du catalyseur en présence d'un composé organique. Habituellement, les catalyseurs d'hydroraffinage sont préparés par imprégnation d'un support préformé, puis le solvant des sels métalliques (habituellement l'eau) est éliminé par séchage et enfin, il s'avère souvent nécessaire de calciner le catalyseur sous air à haute température (350 à 500 °C) afin d'éliminer les contre-ions non métalliques (nitrates, oxalates, ammonium etc.).

Avant utilisation, il est souvent nécessaire de transformer le catalyseur, où les métaux sont sous une forme oxyde, en catalyseur sulfure afin de former l'espèce active (sulfure du métal du groupe VIB promu par le métal du groupe VIII). Cette phase d'activation s'effectue sous charge réductrice en présence d'hydrogène et d'hydrogène sulfuré. Dans le procédé de préparation des catalyseurs de l'invention, il est particulièrement avantageux que cette phase d'activation se déroule en présence de l'additif organique.

Le composé organique peut-être introduit par imprégnation à sec sur le catalyseur d'hydrotraitement, ou bien encore co-imprégné simultanément avec le métal ou les métaux des groupes VIB et VIII ou bien encore être présent dans la charge de sulfuration de manière à être déposé lors de l'étape de sulfuration du catalyseur. Il peut par exemple être ajouté au composé soufré habituellement utilisé pour augmenter la teneur en soufre de la charge de sulfuration (diméthyldisulfure, diméthylsulfure, n-butylmercaptan, composé polysulfure de type tertiononylpolsulfure (par exemple TPS-37 ou TPS-54 commercialisés par la société ATOFINA).

Les catalyseurs obtenus par la présente invention sont utilisés pour l'hydroraffinage et l'hydroconversion de charges hydrocarbonées telles que les coupes pétrolières, les coupes issues du charbon ou les hydrocarbures produits à partir du gaz naturel et plus particulièrement pour l'hydrogénation, l'hydrodésazotation, l'hydrodéoxygénation, l'hydrodésaromatisation, l'hydrodésulfuration, l'hydrodémétallisation, et l'hydroconversion

de charges hydrocarbonées contenant des composés aromatiques et/ou oléfiniques et/ou naphténiqes et/ou paraffiniques, lesdites charges contenant éventuellement des métaux et/ou de l'azote et/ou de l'oxygène et/ou du soufre. Dans ces utilisations, les catalyseurs obtenus par la présente invention présentent une activité améliorée par rapport à l'art antérieur.

Plus particulièrement, les charges employées dans le procédé sont des essences, des gas-oils, des gas-oils sous vide, des résidus atmosphériques, des résidus sous vide, des distillats atmosphériques, des distillats sous vide, des fuels lourds, des huiles, des cires et des paraffines, des huiles usagées, des résidus ou des bruts désasphaltés, des charges provenant des procédés de conversions thermiques ou catalytiques et leurs mélanges. Elles contiennent en général des hétéroatomes tels que le soufre, l'oxygène et l'azote et/ou au moins un métal.

Comme rappelé précédemment, les catalyseurs additivés selon le mode décrit dans cette invention peuvent être utilisés dans un grand nombre d'applications d'hydrorafinage ou d'hydroconversion. Les conditions opératoires qui peuvent être appliquées dans ces procédés sont habituellement : une température de 180 à 450 °C (de façon préférée entre 250 et 440 °C), une pression de 0,5 à 30 MPa (de façon préférée entre 1 et 18 MPa), une vitesse volumique horaire de 0,1 à 20 h⁻¹ (de façon préférée entre 0,2 et 5 h⁻¹), un rapport hydrogène/charge exprimé en volume d'hydrogène, mesuré dans les conditions normales de température et pression, par volume de charge liquide généralement de 50 l/l à 2000 l/l.

Les catalyseurs de la présente invention peuvent être aussi avantageusement utilisés lors du pré-traitement des charges de craquage catalytique et en première étape d'un hydrocraquage ou d'une hydroconversion douce. Ils sont alors usuellement employés en association avec un catalyseur acide, zéolithique ou non zéolithique pour la deuxième étape du traitement.

EXEMPLES

Les exemples qui suivent précisent l'invention sans toutefois en limiter la portée. Pour tous les exemples de préparation de catalyseurs de la présente invention, une alumine a été utilisée comme support.

Exemple 1 : Préparation d'un catalyseur C1 de type CoMoP (non-conforme à l'invention)

On a utilisé une matrice composée de boehmite tabulaire ultrafine ou gel d'alumine, commercialisée sous le nom SB3 par la société Condéa Chemie GmbH. Ce gel a été mélangé à une solution aqueuse contenant de l'acide nitrique à 66 % (7 % en poids d'acide

par gramme de gel sec), puis malaxé pendant 15 minutes. A l'issue de ce malaxage, la pâte obtenue est passée à travers une filière ayant des orifices cylindriques de diamètre égal à 1,3 mm. Les extrudés sont ensuite séchés pendant une nuit à 120 °C, puis calcinés à 550 °C pendant 2 heures sous air humide contenant 7,5 % en volume d'eau. On obtient ainsi des

5 extrudés cylindriques de 1,2 mm de diamètre, ayant une surface spécifique de 255 m²/g, un volume poreux de 0,60 cm³/g et une distribution en taille de pore monomodale centrée sur 100 Å. L'analyse de la matrice par la diffraction des rayons X révèle que celle-ci est composée uniquement d'alumine gamma cubique de faible cristallinité.

10 Sur le support d'alumine décrit précédemment et qui se présente sous la forme « extrudé », on a ajouté du cobalt, du molybdène et du phosphore. Les sels de ces trois éléments sont introduits simultanément par imprégnation à sec du support. Le sel de cobalt utilisé est l'hydroxyde de cobalt, le précurseur de molybdène est l'oxyde de molybdène MoO₃ et le phosphore est introduit sous la forme d'acide phosphorique H₃PO₄. La solution

15 d'imprégnation est préparée par dissolution à 90 °C, de l'oxyde de molybdène dans la solution d'acide phosphorique diluée dans l'eau de manière à obtenir un volume de solution équivalent au volume poreux de l'alumine. Après imprégnation à sec, les extrudés sont laissés à mûrir en atmosphère saturée en eau pendant 12 h, puis ils sont séchés une nuit à 120 °C et enfin calcinés à 500 °C pendant 2 heures sous air sec. Les teneurs finales en oxydes de métaux et la surface spécifique du catalyseur (déterminée selon la méthode

20 BET bien connue de l'homme de l'Art) sont alors les suivants :

- MoO₃ : 18,2 (% en poids)
- CoO : 4,1 (% en poids)
- P₂O₅ : 5 (% en poids)
- Surface spécifique : 180 (m²/g)

25 (SBET)

Exemple 2 : Préparation d'un catalyseur C2 de type CoMoP additivé par du 2(2-amino éthyl amino) éthanol et simplement séché (conforme à l'invention)

30 Le catalyseur C2 est préparé par réimprégnation à sec du catalyseur C1 par une solution eau + 2(2-amino éthyl amino) éthanol de telle sorte que la quantité d'additif soit de 0,75 mol/mol de Mo présent sur le catalyseur C1. Après imprégnation, les extrudés sont laissés à mûrir dans une atmosphère saturée en eau pendant 12 h, puis ils sont séchés à 120 °C pendant 2 h.

Exemple 3 : Préparation d'un catalyseur C3 de type CoMoP additivé par du 2(2-amino éthyl amino) éthanol et calciné à 500 °C (conforme à l'invention)

5 Le catalyseur C3 est préparé de façon identique à celle du catalyseur C2 mais on ajoute une étape de calcination à 500 °C sous air. Une analyse élémentaire par une méthode de combustion montre que le catalyseur C3 ne possède plus de carbone après sa calcination.

Exemple 4 : Préparation d'un catalyseur C4 de type CoMoP séché et additivé par du 2(2-amino éthyl amino) éthanol (conforme à l'invention)

10 Le catalyseur C4 est obtenu par une réimprégnation du catalyseur séché C2 par une solution eau + 2(2-amino éthyl amino) éthanol menée de telle sorte que la quantité d'additif introduit lors de cette seconde imprégnation soit de 0,75 mol/mol de Mo présent sur le catalyseur. Après une maturation de 12h, les extrudés sont séchés à 120 °C pendant 2h. Le catalyseur C4 est donc préparé par deux imprégnations successives (de la phase active, puis du composé organique) séparées entre elles par un simple séchage à 120 °C.

15 Exemple 5 : Essai comparatif des catalyseurs C1, C2, C3 et C4 en hydrogénation du toluène dans le cyclohexane sous pression en présence d'hydrogène sulfuré.

La description des conditions de test détaillées figure dans l'Exemple 9.

20 Les activités hydrogénantes volumiques relatives, déterminées après environ 3 à 4 h de stabilisation, sont reportées dans le tableau ci-dessous. Le catalyseur non additivé C1 a été choisi comme référence (base 100 % d'activité).

Tableau 1 : Activités relatives en hydrogénation des catalyseurs C1 à C4

Catalyseur	A _{HYD} relativement à C1
C1	100
C2	142
C3	115
C4	131

On constate de façon surprenante que les catalyseurs C2, C3 et C4 préparés selon la présente invention présentent un gain d'activité important par rapport au catalyseur C1 de référence non additivé (et non conforme à la présente invention).

Exemple 6 : Préparation d'un catalyseur C5 de type NiMoP (non-conforme à l'invention).

On a imprégné à sec le support alumine par une solution aqueuse renfermant des sels de molybdène et de nickel et de l'acide phosphorique H_3PO_4 .

5 Le sel de molybdène est l'heptamolybdate d'ammonium hydraté de formule $Mo_7O_{24}(NH_4)_6 \cdot 4H_2O$ et celui de nickel est le nitrate de nickel hydraté de formule $Ni(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$. Après maturation à température ambiante dans une atmosphère saturée en eau, les extrudés imprégnés sont séchés pendant une nuit à 120 °C, puis calcinés à 500 °C pendant 2 heures sous air sec. La teneur finale en trioxyde de molybdène est de 16 % en poids. La teneur finale en oxyde de nickel NiO est de 3,0 %. La teneur finale en phosphore est de 6 % en poids exprimée en P_2O_5 .

Exemple 7 : Préparation d'un catalyseur C6 de type NiMoP additivé par du 2(2-amino éthyl amino) éthanol et simplement séché (conforme à l'invention)

15 Le catalyseur C6 est préparé par une réimprégnation à sec du catalyseur C5 par une solution eau + 2(2-amino éthyl amino) éthanol, menée de telle sorte que la quantité d'additif soit de 0,75 mol/mol de Mo présent sur le catalyseur C5. Après imprégnation, les extrudés sont laissés à mûrir dans une atmosphère saturée en eau pendant 12 h, puis ils sont séchés à 120 °C pendant 2 h.

Exemple 8 : Préparation d'un catalyseur C7 de type NiMoP additivé par du 2(2-amino éthyl amino) éthanol et calciné à 500 °C (conforme à l'invention)

20 Le catalyseur C7 est préparé de façon identique à celle du catalyseur C6 mais on ajoute une étape de calcination à 500 °C sous air. Une analyse élémentaire par une méthode de combustion montre que le catalyseur C7 ne possède plus de carbone.

Exemple 9 : Tests d'hydrogénation du toluène des catalyseurs C5, C6 et C7

25 Les catalyseurs C5, C6 et C7, précédemment décrits, sont sulfurés in situ en dynamique dans le réacteur tubulaire à lit fixe traversé d'une unité pilote de type Catatest (constructeur : société Géomécanique), les fluides circulant de haut en bas. Les mesures d'activité hydrogénante sont effectuées immédiatement après la sulfuration sous pression sans remise à l'air avec la charge d'hydrocarbures qui a servi à sulfurer les catalyseurs.

30 La charge de sulfuration et de test est composée de 5,8 % de diméthyldisulfure (DMDS), 20 % de toluène et 74,2 % de cyclohexane (en poids). On mesure ainsi les activités catalytiques stabilisées de volumes égaux de catalyseurs C5, C6 et C7 dans la réaction d'hydrogénation du toluène.

Les conditions de mesure d'activité sont les suivantes :

- Pression totale : 6,0 MPa
- Pression de toluène : 0,38 MPa
- Pression de cyclohexane : 1,55 MPa
- 5 - Pression d'hydrogène : 3,64 MPa
- Pression d'H₂S : 0,22 MPa
- Volume de catalyseur : 40 cm³
- Débit de charge : 80 cm³/h
- Vitesse spatiale horaire : 2 l/l/h⁻¹
- 10 - Débit d'hydrogène : 36 l/h
- Température de sulfuration
et de test : 350 °C (3 °C/min)

Des prélèvements de l'effluent liquide sont analysés par chromatographie en phase gazeuse. La détermination des concentrations molaires en toluène non-converti (T) et des concentrations ses produits d'hydrogénation : le méthylcyclohexane (MCC6), l'éthylcyclopentane (EtCC5) et les diméthylcyclopentanes (DMCC5) permettent de calculer un taux d'hydrogénation de toluène X_{HYD} défini par :

$$X_{HYD} (\%) = 100 * \frac{(MCCC6 + EtCC5 + DMCC5)}{(T + MCC6 + EtCC5 + DMCC5)}$$

La réaction d'hydrogénation du toluène étant d'ordre 1 dans les conditions de test mises en œuvre et le réacteur se comportant comme un réacteur piston idéal, on calcule l'activité hydrogénante A_{HYD} des catalyseurs en appliquant la formule :

$$A_i = \ln(100/(100 - X_{HYD}))$$

Le Tableau 2 compare les activités hydrogénantes relatives, égales au rapport de l'activité du catalyseur considéré sur l'activité du catalyseur C5 pris comme référence (activité 100 %).

Tableau 2 : Activités relatives en hydrogénation des catalyseurs C5 à C7

Catalyseur	A _{HYD} relativement à C5
C5	100
C6	150
C7	115

D'une façon surprenante, le Tableau 2 montre le gain d'activité important obtenu sur les catalyseurs préparés selon l'invention par rapport au catalyseur de référence non-additivé.

Exemple 10 : Test en hydrodésulfuration d'un gazole

5 Les catalyseurs C5, C6 et C7 précédemment décrits ont également été comparés en test d'hydrodésulfuration d'un gazole dont les principales caractéristiques sont données ci-après :

- Densité à 15 °C : 0,8522
- Soufre : 1,44 % en poids
- 10 - Distillation Simulée :
 - PI : 155 °C
 - 10 % : 247 °C
 - 50 % : 315 °C
 - 90 % : 392 °C
 - 15 • PF : 444 °C

Le test est mené dans un réacteur pilote isotherme à lit fixe traversé, les fluides circulant de bas en haut. Après sulfuration in situ à 350 °C dans l'unité sous pression au moyen du gazole du test auquel est additionné 2 % en poids de diméthylsulfure, le test d'hydrodésulfuration a été conduit dans les conditions opératoires suivantes :

- 20 - Pression totale : 7 MPa
- Volume de catalyseur : 30 cm³
- Température : 340 °C
- Débit d'hydrogène : 24 l/h
- Débit de charge : 60 cm³/h

25 Les performances catalytiques des catalyseurs testés sont données dans le tableau suivant. Elles sont exprimées en activité relative, en posant que celle du catalyseur C5 est égale à 100 et en considérant qu'elles sont d'ordre 1,5. La relation liant l'activité et la conversion en hydrodésulfuration (%HDS) est la suivante :

$$A_{HDS} = \left[\frac{100}{(100 - \%HDS)} \right]^{0,5} - 1$$

Tableau 3 : Activité des catalyseurs en hydrodésulfuration de gazole

Catalyseur	A _{HDS} relativement à C5
C5	100
C6	170
C7	130

D'une façon surprenante, le Tableau 3 montre le gain d'activité important obtenu sur les catalyseurs préparés selon l'invention par rapport au catalyseur de référence non-additivé.

5 **Exemple 11 : Test en hydrotraitement d'un distillat sous vide**

Les catalyseurs C5, C6 et C7 précédemment décrits ont également été comparés en test d'hydrotraitement d'un distillat sous vide dont les principales caractéristiques sont données ci-après :

- Densité à 20 °C : 0,9365
- 10 - Soufre : 2,92 % en poids
- Azote total : 1400 ppm poids
- Distillation Simulée :
 - PI : 361 °C
 - 10 % : 430 °C
 - 15 • 50 % : 492 °C
 - 90 % : 567 °C
 - PF : 598 °C

20 Le test est mené dans un réacteur pilote isotherme à lit fixe traversé, les fluides circulant de bas en haut. Après sulfuration in situ à 350 °C dans l'unité sous pression au moyen d'un gazole de distillation directe auquel est additionné 2 % en poids de diméthyldisulfure, le test d'hydrotraitement a été conduit dans les conditions opératoires suivantes :

- Pression totale : 12 MPa
- Volume de catalyseur : 40 cm³
- 25 - Température : 380 °C
- Débit d'hydrogène : 40 l/h
- Débit de charge : 40 cm³/h

Les performances catalytiques des catalyseurs testés sont données dans le Tableau 4 suivant. Elles sont exprimées en activité relative, en posant que celle du catalyseur C5 est égale à 100 et en considérant qu'elles sont d'ordre 1,5. La relation liant l'activité et la conversion en hydrodésulfuration (%HDS) est la suivante :

$$A_{HDS} = \left[\frac{100}{(100 - \%HDS)} \right]^{0,5} - 1$$

La même relation est applicable pour l'hydrodésazotation (% HDN et A_{HDN}).

Par ailleurs, on évalue également la conversion brute en fraction ayant un point d'ébullition inférieur à 380 °C obtenue avec chaque catalyseur. Elle est exprimée à partir des résultats de distillation simulée (méthode ASTM D86) par la relation :

$$\text{Conversion} = (\% 380^+ \text{ charge} - \%380^- \text{ effluent}) / \%380^+ \text{ charge}$$

Tableau 4 : Activité des catalyseurs en hydrotraitement de distillat sous vide

Catalyseur	A_{HDS} relative à C5	A_{HDN} relative à C5	Conversion 380 °C - (%)
C5	100	100	25
C6	145	150	30
C7	115	120	27

D'une façon surprenante, le Tableau 4 montre le gain d'activité important obtenu sur les catalyseurs préparés selon l'invention par rapport au catalyseur de référence non-additivé.

Exemple 12 : Préparation d'un catalyseur C8 de type CoMo (non-conforme à l'invention)

On a ajouté du cobalt et du molybdène sur un support alumine qui se présente sous la forme d'extrudés. Ces deux éléments sont introduits simultanément par imprégnation à sec du support. Le sel de cobalt utilisé est le nitrate de cobalt, le précurseur de molybdène étant l'heptamolybdate d'ammonium tétrahydraté. La solution d'imprégnation est préparée par dissolution de l'heptamolybdate d'ammonium dans l'eau, puis par ajout du nitrate de Co. Après imprégnation à sec, les extrudés sont laissés à mûrir en atmosphère saturée en eau pendant 12h, puis ils sont séchés une nuit à 120 °C et enfin calcinés à 500 °C pendant 2 heures sous air sec. Les teneurs finales en oxydes de métaux et la surface spécifique du catalyseur (déterminée selon la méthode BET bien connue de l'homme du métier) sont alors les suivants :

- MoO_3 : 17,0 % en poids
- CoO : 6,3 % en poids

- Surface spécifique : 205 m²/g
(SBET)

Exemple 13 : Préparation d'un catalyseur C9 de type CoMo séché et additivé par du 2(2-amino éthyl amino) éthanol (conforme à l'invention)

5 Le catalyseur C9 est obtenu par une réimprégnation du catalyseur calciné C8 par une solution eau + 2(2-amino éthyl amino) éthanol menée de telle sorte que la quantité d'additif soit de 0,75 mol/mol de Mo présent sur le catalyseur. Après une maturation de 12 h, les extrudés sont séchés à 120 °C pendant 2 h.

10 Exemple 14 : Essai comparatif en hydrodésulfuration sélective d'une charge modèle type essence de FCC.

Les catalyseurs C8 et C9 précédemment décrits ont été testé dans la réaction de désulfuration sélective d'une charge modèle type essence de FCC. Le test est effectué en réacteur de type Grignard (en batch) à 200 °C sous une pression de 3,5 MPa en hydrogène maintenue constante. La charge modèle est constituée par 1000 ppm de méthyl-3 thiophène et 10 % en poids de diméthyl 2,3-butène-2 dans du n-heptane. Le volume de solution est de 210 cm³ à froid, la masse de catalyseur testée étant de 4 grammes (avant sulfuration). Avant test, le catalyseur est préalablement sulfuré en banc de sulfuration, sous mélange H₂S/H₂ (4 l/h, 15 % en vol d'H₂S) à 500 °C durant deux heures (rampe de 5 °C/min), puis réduit sous H₂ pur à 200 °C durant deux heures. Le catalyseur est ensuite transféré dans le réacteur Grignard à l'abri de l'air.

La constante de vitesse (normalisée par g de catalyseur) est calculée en considérant un ordre 1 pour la réaction de désulfuration (k_{HDS}), et un ordre 0 pour la réaction d'hydrogénation (k_{HDO}). On définit la sélectivité d'un catalyseur par le rapport de ses constantes de vitesse, k_{HDS}/k_{HDO}. Les constantes de vitesses relatives des catalyseurs C8 et C9 ainsi que leur sélectivité sont reportées dans le Tableau 5 ci-dessous.

Tableau 5 :

Constantes de vitesses relatives et sélectivité des catalyseurs C8 et C9

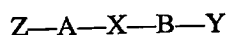
Catalyseur	k _{HDS}	k _{HDO}	k _{HDS} /k _{HDO}
C8	1,0	2,32	0,43
C9	1,5	2,72	0,55

De manière surprenante, le catalyseur C9 s'avère à la fois plus actif en désulfuration et plus sélectif que le catalyseur C8 (non conforme).

REVENDECATIONS

1. Catalyseur d'hydrotraitement contenant au moins un élément des groupes VIB et VIII de la classification périodique et éventuellement du phosphore et/ou du silicium déposé sur un support poreux, caractérisé en ce qu'il est additivé par un composé organique contenant au moins un atome d'azote.

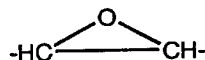
2. Catalyseur selon la revendication 1 caractérisé en ce que ledit composé organique répond à la formule générale :



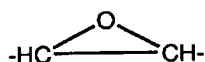
dans laquelle :

- X = -CH₂-, -NH-, -NR-, -O-, avec R = -H, alkyle ou alkényle (par exemple allyle) ;
- Z = -CH₃, -OCH₃, -NH₂, -NR₁R₂, -Si(O-CH₃)₃, -OH avec R₁ et R₂ = -H, alkyle ou alkényle ;
- Y = -CH₃, -OCH₃, -NH₂, -NR₃R₄, -Si(O-CH₃)₃, -OH avec R₃ et R₄ = -H, alkyle ou alkényle ;
- A = -, -O-, -NH-, -(CH₂)_t- avec t = 1 à 11, -C_nH_{2n-2} avec n = 1 à 11, ou encore

et



- B = -O-, -NH-, -(CH₂)_t- avec t = 1 à 11, -C_nH_{2n-2} avec n = 1 à 11, ou encore



3. Catalyseur selon la revendication 1 ou 2 caractérisé en ce que ledit composé organique est choisi parmi les composés contenant au moins une fonction amine primaire, secondaire et/ou tertiaire, les amino-alcools et les amino-alcoxy-silanes.

4. Catalyseur selon la revendication 3 caractérisé en ce que ledit composé contenant au moins une fonction amine primaire, secondaire et/ou tertiaire est choisi parmi l'hexaméthylènediamine, la monoéthanolamine, la diéthanolamine, la triéthanolamine et la N,N-diméthyl-N'-éthyléthylènediamine.

5. Catalyseur selon la revendication 3 caractérisé en ce que ledit amino-alcool est choisi parmi le 2(2-amino éthyl amino) éthanol, le 2(2-amino éthoxy) éthanol, le 2-amino-1-butanol, le 4-amino-1-butanol, le 2,2-diéthoxyéthylamine, le 4,4-diéthoxybutylamine, le 6-amino-1-hexanol, le 2-amino-1,3-propanediol, le 3-amino-1,2-propanediol et le 3-amino-1-propanol.
6. Catalyseur selon la revendication 3 caractérisé en ce que ledit amino-alcoxy-silane est choisi parmi le (3-glycidoxypropyl)triméthoxy silane, le 3-(2-aminoéthylamino) propyltriméthoxysilane et le (3-aminopropyl)triméthoxysilane.
7. Catalyseur selon l'une des revendications 1 à 6 caractérisé en ce que la quantité dudit composé organique dans le catalyseur est de 0,05 à 2,5 moles par mole de métal (métaux) du groupe VIB et/ou du groupe VIII déposé(s) sur le support.
8. Catalyseur selon la revendication 7 caractérisé en ce que la quantité dudit composé organique dans le catalyseur est de 0,1 à 1 mole par mole de métal (métaux) du groupe VIB et/ou du groupe VIII déposé(s) sur le support.
9. Catalyseur selon l'une des revendications 1 à 8 caractérisé en ce que ledit support poreux comprend au moins 40 % en poids d'alumine
10. Catalyseur selon la revendication 9 caractérisé en ce que ledit support poreux est essentiellement constitué d'alumine ou de silice-alumine.
11. Catalyseur obtenu à partir d'un catalyseur selon l'une des revendications 1 à 10 par calcination.
12. Catalyseur obtenu à partir d'un catalyseur selon l'une des revendications 1 à 11 par sulfuration.
13. Procédé de préparation d'un catalyseur selon l'une des revendications 1 à 12 caractérisé en ce qu'il comprend l'imprégnation d'un support poreux par le métal ou les métaux du groupe VIB et/ou du groupe VIII et le dépôt sur ledit support dudit composé organique.
14. Procédé selon la revendication 13 caractérisé en ce qu'il comprend :
- une étape d'imprégnation du support poreux par le métal ou les métaux du groupe VIB et/ou du groupe VIII ;
 - une étape de séchage ;

- une étape de dépôt dudit composé organique.
15. Procédé selon la revendication 14 caractérisé en ce que l'étape de séchage est suivie d'une étape de calcination.
16. Procédé selon la revendication 13 caractérisé en ce qu'il comprend :
- 5 - une étape d'imprégnation simultanée du métal ou des métaux du groupe VIB et/ou du groupe VIII et dudit composé organique ; et
- une étape de séchage.
17. Procédé selon la revendication 16 caractérisé en ce que l'étape de séchage est suivie d'une étape de calcination.
- 10 18. Procédé selon la revendication 13 caractérisé en ce qu'il comprend :
- une étape de dépôt dudit composé organique ;
- une étape de séchage ; et
- une étape d'imprégnation du support poreux par le métal ou les métaux du groupe VIB et/ou du groupe VIII.
- 15 19. Procédé selon l'une des revendications 13 à 18 caractérisé en ce qu'il comprend en outre une étape de sulfuration.
20. Procédé selon la revendication 19 caractérisé en ce que le composé organique est présent dans la charge de sulfuration et déposé pendant l'étape de sulfuration.
- 20 21. Utilisation d'un catalyseur selon l'une des revendications 1 à 12 ou préparé selon l'une des revendications 13 à 20 dans un procédé d'hydrosulfuration, d'hydrosulfuration, d'hydrosulfuration, d'hydrogénation ou d'hydroconversion d'une coupe pétrolière.



RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE

établi sur la base des dernières revendications
déposées avant le commencement de la recherche

N° d'enregistrement
national

FA 620389
FR 0208343

DOCUMENTS CONSIDÉRÉS COMME PERTINENTS		Revendication(s) concernée(s)	Classement attribué à l'invention par l'INPI
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes		
X	US 6 015 485 A (CARRUTHERS JAMES DONALD ET AL) 18 janvier 2000 (2000-01-18) * exemples 1,4 *	1-21	B01J31/02 B01J31/28 B01J31/34 B01J27/19 B01J27/185 B01J37/02 B01J37/20 B01J38/50 C10G49/02
X	US 4 530 911 A (RYAN ROBERT C ET AL) 23 juillet 1985 (1985-07-23) * revendications; exemples *	1-21	
X	US 5 891 821 A (MOLDAN PHILIPPE ET AL) 6 avril 1999 (1999-04-06) * revendications; tableau 4 *	1-21	
X	FR 2 668 951 A (INST FRANCAIS DU PETROL) 15 mai 1992 (1992-05-15) * page 9; exemple 3 *	1,13,21	
X	WO 01 76741 A (EURECAT EUROP RETRAIT CATALYS ;AKZO NOBEL NV (NL)) 18 octobre 2001 (2001-10-18) * exemple 2 *	1,13,21	
X	EP 0 181 035 A (SHELL INT RESEARCH) 14 mai 1986 (1986-05-14) * revendications; exemples *	1,13,21	DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHÉS (Int.CL.7) B01J C10G
X	EP 0 482 818 A (SUMITOMO METAL MINING CO) 29 avril 1992 (1992-04-29) Exemples comparatifs 1 et 2	1,13,21	
Date d'achèvement de la recherche		Examineur	
25 février 2003		Schwaller, J-M	
CATÉGORIE DES DOCUMENTS CITÉS			
X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire		T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet bénéficiant d'une date antérieure à la date de dépôt et qui n'a été publié qu'à cette date de dépôt ou qu'à une date postérieure. D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons & : membre de la même famille, document correspondant	

**ANNEXE AU RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE
RELATIF A LA DEMANDE DE BREVET FRANÇAIS NO. FR 0208343 FA 620389**

La présente annexe indique les membres de la famille de brevets relatifs aux documents brevets cités dans le rapport de recherche préliminaire visé ci-dessus.
Les dits membres sont contenus au fichier Informatique de l'Office européen des brevets à la date du 25-02-2003
Les renseignements fournis sont donnés à titre indicatif et n'engagent pas la responsabilité de l'Office européen des brevets, ni de l'Administration française

Document brevet cité au rapport de recherche	Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
US 6015485 A	18-01-2000	US 6200927 B1	13-03-2001
		US 6239054 B1	29-05-2001
		AT 203689 T	15-08-2001
		AU 689894 B2	09-04-1998
		AU 2462395 A	05-12-1995
		AU 702448 B2	18-02-1999
		AU 5941398 A	21-05-1998
		AU 701761 B2	04-02-1999
		AU 5941498 A	21-05-1998
		BR 9507676 A	19-08-1997
		CA 2190006 A1	23-11-1995
		CN 1147773 A , B	16-04-1997
		DE 69521993 D1	06-09-2001
		DE 69521993 T2	04-04-2002
		DK 758919 T3	05-11-2001
		EP 0758919 A1	26-02-1997
		EP 0882503 A2	09-12-1998
		ES 2161884 T3	16-12-2001
		FI 964531 A	12-11-1996
		JP 10500891 T	27-01-1998
		NZ 285507 A	25-03-1998
		NZ 329666 A	29-04-1999
		NZ 329667 A	25-02-1999
		PT 758919 T	30-01-2002
		RU 2146171 C1	10-03-2000
		WO 9531280 A1	23-11-1995
		ZA 9503893 A	18-01-1996
US 4530911 A	23-07-1985	AU 567475 B2	19-11-1987
		AU 4248485 A	21-11-1985
		CA 1240978 A1	23-08-1988
		CN 85103891 A , B	12-11-1986
		DE 3574568 D1	11-01-1990
		EP 0164162 A1	11-12-1985
		JP 1868372 C	26-08-1994
		JP 5082260 B	18-11-1993
		JP 60255143 A	16-12-1985
		NZ 212092 A	30-10-1987
		ZA 8503675 A	24-12-1985
US 5891821 A	06-04-1999	FR 2688149 A1	10-09-1993
		AT 136816 T	15-05-1996
		DE 69302204 D1	23-05-1996
		DE 69302204 T2	07-11-1996
		DK 559519 T3	13-05-1996
		EP 0559519 A1	08-09-1993

Pour tout renseignement concernant cette annexe : voir Journal Officiel de l'Office européen des brevets, No.12/82

**ANNEXE AU RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE
RELATIF A LA DEMANDE DE BREVET FRANÇAIS NO. FR 0208343 FA 620389**

La présente annexe indique les membres de la famille de brevets relatifs aux documents brevets cités dans le rapport de recherche préliminaire visé ci-dessus.
Les dits membres sont contenus au fichier informatique de l'Office européen des brevets à la date du 25-02-2003
Les renseignements fournis sont donnés à titre indicatif et n'engagent pas la responsabilité de l'Office européen des brevets, ni de l'Administration française

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
US 5891821	A		ES 2086890 T3	01-07-1996
			GR 3019933 T3	31-08-1996
			JP 6039296 A	15-02-1994
FR 2668951	A	15-05-1992	FR 2668951 A1	15-05-1992
WO 0176741	A	18-10-2001	AU 6217301 A	23-10-2001
			WO 0176741 A1	18-10-2001
			EP 1272272 A1	08-01-2003
			US 2002013223 A1	31-01-2002
EP 0181035	A	14-05-1986	AU 577633 B2	29-09-1988
			AU 4931785 A	15-05-1986
			CA 1261815 A1	26-09-1989
			DE 3579288 D1	27-09-1990
			EP 0181035 A2	14-05-1986
			JP 61114737 A	02-06-1986
			JP 5069582 B	01-10-1993
EP 0482818	A	29-04-1992	JP 3244693 B2	07-01-2002
			JP 4156949 A	29-05-1992
			CA 2053480 A1	18-04-1992
			DE 69115639 D1	01-02-1996
			DE 69115639 T2	05-09-1996
			EP 0482818 A1	29-04-1992
			US 5200381 A	06-04-1993

EPO FORM P0485

Pour tout renseignement concernant cette annexe : voir Journal Officiel de l'Office européen des brevets, No.12/82